

# ВЛИЯНИЕ РАСХОДА ЛИНЕЙНОГО АЛКИЛБЕНЗОЛА В ПЛЕНОЧНОМ РЕАКТОРЕ СУЛЬФИРОВАНИЯ НА СКОРОСТЬ ОБРАЗОВАНИЯ ПОБОЧНЫХ ПРОДУКТОВ

И.М. Долганов, А.А. Солопова, И.О. Долганова

Научный руководитель – научный сотрудник И.О. Долганова

Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г. Томск, Россия

Алкилбензолсульфокислоты применяются в качестве ключевого компонента при производстве бытовых и промышленных поверхностно-активных веществ. В нефтяной промышленности поверхностно-активные вещества имеют разнообразное применение.

Использование существующих моделирующих систем для прогнозирования и оптимизации процесса сульфирования линейного алкилбензола серным ангидридом невозможно ввиду его специфичности. Разработка математической модели процесса сульфирования в многотрубном пленочном реакторе позволяет оценивать влияние конструктивных и технологических параметров на выход и качество получаемой продукции.

Целью настоящей работы является исследование влияния конструкции многотрубного реактора сульфирования и линейного алкилбензола, подаваемого в реактор на концентрацию целевого и побочного продуктов с применением метода математического моделирования.

На рисунке 1 приведена формализованная схема превращений в процессе сульфирования линейного алкилбензола триоксидом серы.

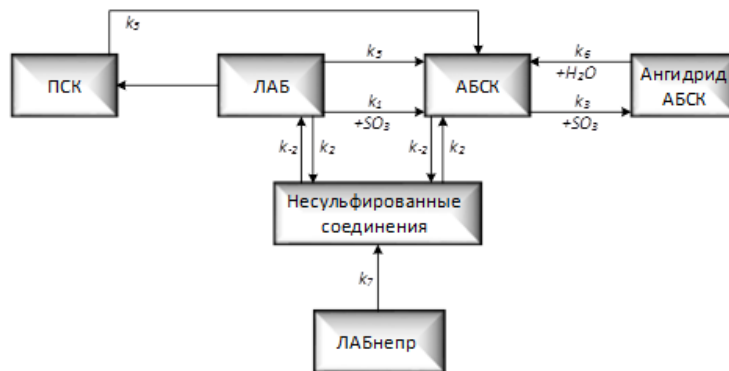


Рис. 1 Схема превращений веществ в процессе сульфирования ЛАБ

Здесь: ЛАБ – линейный алкилбензол с углеводородным радикалом  $C_{10} - C_{13}$ ; АБСК – алкилбензолсульфокислота с углеводородным радикалом  $C_{10} - C_{13}$ ; ПСК – пиросульфокислота; ангидрид АБСК – ангидрид сульфоновой кислоты; ЛАБнепр – остаточный линейный алкилбензол с углеводородным радикалом  $C_{10} - C_{13}$ ; несульфированные соединения – сульфоны и тетралины.

Разработанная математическая модель позволяет количественно оценить скорости превращения углеводородов в зависимости от исходных параметров в системе при допущении о режиме идеального вытеснения. Константы скоростей химических реакций определены решением обратной кинетической задачи. Предложенная модель реактора сульфирования может быть описана следующим образом:

$$\begin{cases} G \frac{\partial C_{\text{ЛАБ}}}{\partial Z} + G \frac{\partial C_{\text{ЛАБ}}}{\partial V} = -k_1 a_1 C_{\text{ЛАБ}} C_{\text{SO}_3} - k_5 a_5 C_{\text{ПСК}} C_{\text{ЛАБ}} - k_4 a_4 C_{\text{ЛАБ}} C_{\text{SO}_3} - k_2 a_2 C_{\text{АБСК}} C_{\text{ЛАБ}} + k_{-2} a_{-2} C_{\text{несульф}} C_{\text{H}_2\text{O}} \\ G \frac{\partial C_{\text{АБСК}}}{\partial Z} + G \frac{\partial C_{\text{АБСК}}}{\partial V} = k_1 a_1 C_{\text{ЛАБ}} C_{\text{SO}_3} + k_5 a_5 C_{\text{ЛАБ}} C_{\text{ПСК}} - k_3 a_3 C_{\text{АБСК}} C_{\text{SO}_3} + \\ + k_6 a_6 C_{\text{ангАБСК}} C_{\text{H}_2\text{O}} - k_2 a_2 C_{\text{ЛАБ}} C_{\text{АБСК}} + k_{-2} a_{-2} C_{\text{несульф}} C_{\text{H}_2\text{O}} \\ G \frac{\partial C_{\text{ПСК}}}{\partial Z} + G \frac{\partial C_{\text{ПСК}}}{\partial V} = k_4 a_4 C_{\text{ЛАБ}} C_{\text{SO}_3} - k_5 a_5 C_{\text{ПСК}} C_{\text{ЛАБ}} \\ G \frac{\partial C_{\text{ангАБСК}}}{\partial Z} + G \frac{\partial C_{\text{ангАБСК}}}{\partial V} = k_3 a_3 C_{\text{АБСК}} C_{\text{SO}_3} - k_6 a_6 C_{\text{ангАБСК}} C_{\text{H}_2\text{O}} \\ G \frac{\partial C_{\text{несульф}}}{\partial Z} + G \frac{\partial C_{\text{несульф}}}{\partial V} = k_2 a_2 C_{\text{ЛАБ}} C_{\text{АБСК}} - k_{-2} a_{-2} C_{\text{несульф}} C_{\text{H}_2\text{O}} + k_7 a_7 C_{\text{ЛАБнепр}} C_{\text{SO}_3} \\ G \frac{\partial C_{\text{ЛАБнепр}}}{\partial Z} + G \frac{\partial C_{\text{ЛАБнепр}}}{\partial V} = -k_7 a_7 C_{\text{ЛАБнепр}} C_{\text{SO}_3} \\ G \frac{\partial T}{\partial Z} + G \frac{\partial T}{\partial V} = \frac{1}{C_p} (Q_1 k_1 a_1 C_{\text{ЛАБ}} C_{\text{SO}_3} + Q_2 k_2 a_2 C_{\text{ЛАБ}} C_{\text{АБСК}} + Q_{-2} k_{-2} a_{-2} C_{\text{несульф}} C_{\text{H}_2\text{O}} + Q_3 k_3 a_3 C_{\text{АБСК}} C_{\text{SO}_3} + \\ + Q_4 k_4 a_4 C_{\text{ЛАБ}} C_{\text{SO}_3} + Q_5 k_5 a_5 C_{\text{ПСК}} C_{\text{ЛАБ}} + Q_6 k_6 a_6 C_{\text{ангАБСК}} C_{\text{H}_2\text{O}} + Q_7 k_7 a_7 C_{\text{ЛАБнепр}} C_{\text{SO}_3}) \end{cases}$$

$Z = 0, C_i = C_i^{\text{in}}, T = T^{\text{in}}; V = 0, C_i = C_i^{\text{in}}, T = T^{\text{in}};$

Активность реакционной смеси определяется как  $a_j = e^{-\alpha C_{v.c.}}$ . При  $Z = 0, C_{v.c.} = 0, \alpha = 1, a_j = 1$ .

## СЕКЦИЯ 12. СОВРЕМЕННЫЕ ТЕХНОЛОГИИ ПОДГОТОВКИ И ПЕРЕРАБОТКИ ПРИРОДНЫХ РЕСУРСОВ. ПОДСЕКЦИЯ 2 – ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПОДГОТОВКИ И ПЕРЕРАБОТКИ ГОРЮЧИХ ИСКОПАЕМЫХ.

Образование и накопление побочных продуктов – сульфонов и тетралинов приводит к закупориванию трубок реактора, вследствие чего ухудшается качество получаемой продукции. Для удаления вязких компонентов производится промывка реактора водой [1].

Коэффициент массоотдачи определяет интенсивность процесса переноса вещества внутри пленки и зависит от значения критерия Рейнольдса пленки жидкости и скорости газа:  $\beta_{\text{ж}} = 0,55 \cdot 10^{-6} \text{Re}_{\text{пл}}^{1/3} w_{\text{г}}^{3/2}$  [2].

Для исследования влияния конструкции реактора и расхода линейного алкилбензола на выход целевого продукта и динамику накопления высоковязкого компонента, производился расчет по трем межпромывочным циклам при варьировании диаметра и количества трубок в реакторе. В таблице 1 приведены результаты расчетов на модели при оптимизации по конструкции.

**Таблица 1**

**Оптимизация по конструкции реактора**

<b>Количество трубок</b>	120	100	80	60	40	20
<b>Диаметр трубки, мм</b>	25	27	31	35	43	61
<b>Объем трубного пространства, м<sup>3</sup></b>	0,353					
<b>Время контакта, сек</b>	27	26	24	22	19	15
<b>Коэффициент массоотдачи, м/с·10<sup>2</sup></b>	1,73	1,79	1,85	1,95	2,08	2,34

Уменьшение количества трубок с увеличением их диаметра при постоянном расходе 3500 кг/ч, приводит к снижению времени контакта и как следствие увеличению коэффициента массоотдачи, что позволяет увеличить продолжительность межпромывочного цикла до 45 % (табл. 3).

Однако изменение конструкции реактора трудоемкий и дорогостоящий процесс. Снизить время контакта возможно так же путем увеличения расхода линейного алкилбензола, подаваемого в реактор при прежней конструкции реактора n=120, d=25 мм. В таблице 2 приведены результаты расчетов на модели при оптимизации по расходу линейного алкилбензола.

**Таблица 2**

**Оптимизация по расходу**

<b>Массовый расход ЛАБ, кг/час</b>	3500	4000	4500	5000	5500	6000
<b>Время контакта, сек</b>	27	25	23	22	20	19
<b>Коэффициент массоотдачи, м/с·10<sup>2</sup></b>	1,73	2,21	2,75	3,33	3,97	4,66

Увеличение расхода ЛАБ при прежней конструкции приводит к снижению времени контакта и как следствие увеличению коэффициента массоотдачи, что позволяет увеличить продолжительность межпромывочного цикла. Однако максимально допустимый расход составляет 4500 кг/ч, такое значение позволяет увеличить длительность межпромывочных циклов до 25 % (табл. 3).

**Таблица 3**

**Увеличение длительности межпромывочных циклов при оптимизации**

<b>Цикл</b>	<b>Продолжительность цикла, дней</b>		
	<b>Без оптимизации</b>	<b>Оптимизация по конструкции (G = 3500 кг/час n = 40, d = 43 мм)</b>	<b>Оптимизация по расходу (G = 4500 кг/час n = 120, d = 25 мм)</b>
<b>23.01.2019 - 08.02.2019</b>	16	23 (+43,7 %)	20 (+25,0 %)
<b>17.10.2019 - 03.11.2019</b>	18	25 (+38,9 %)	21 (+16,7 %)
<b>17.11.2019 - 09.12.2019</b>	22	32 (+45,5 %)	26 (+18,2 %)

Таким образом, можно сделать вывод, что уменьшение количества трубок в реакторе, как и увеличение расхода сырья, подаваемого в реактор, ведет к увеличению коэффициента массоотдачи, вследствие чего снижается концентрация высоковязкого компонента, что позволяет увеличивать продолжительность межпромывочных циклов.

Работа выполнена при поддержке гранта Президента Российской Федерации для государственной поддержки молодых российских ученых № МК-163.2020.3.

### Литература

1. Dolganova I.O., Dolganov I.M., Ivanchina E.D., Ivashkina E.N. Alkylaromatics in Detergents Manufacture: Modeling and Optimizing Linear AlkylbenzeneSulfonation / Journal of Surfactants and Detergents. – 2018 – Vol. 21 – №. 1. – pp. 175-184.
2. Газожидкостные реакторы / Соколов В. Н., Долманский И. В. – Л.: «Машиностроение», 1976. – 216 с.